



XP 002153741

AN - 1984-184690 [30]  
AP - JP19820212778 19821206  
CPY - MITO  
DC - D15  
DR - 1066-U  
FS - CPI  
IC - C02F1/04 ; C02F5/02  
MC - D04-A01A D04-A03  
PA - (MITO ) MITSUBISHI HEAVY IND CO LTD  
PN - JP59102492 A 19840613 DW198430 005pp  
PR - JP19820212778 19821206  
XA - C1984-077812  
XIC - C02F-001/04 ; C02F-005/02  
AB - J59102492 Supplemental sea water is mixed with an acid and introduced into a decarbonating column (4), wherein CO<sub>2</sub> is sepd. from the sea water. The sea water is mixed with an alkali metal salt and passed to solid-liq. separator, where Ca contained in the sea water is pptd. The sepd. sea water is then passed to an evaporating sea water desalinator.  
- ADVANTAGE - Deposition which reduces transmission of heat is inhibited by removing CO<sub>2</sub>, and Ca from the sea water.(0/1)  
IW - PRECIPITATION CALCIUM SEA WATER INHIBIT SCALE PRECIPITATION DESALINATE  
IKW - PRECIPITATION CALCIUM SEA WATER INHIBIT SCALE PRECIPITATION DESALINATE  
NC - 001  
OPD - 1982-12-06  
ORD - 1984-06-13  
PAW - (MITO ) MITSUBISHI HEAVY IND CO LTD  
TI - Precipitating calcium from sea water - to inhibit scale pptn. during desalination

⑬ 日本国特許庁 (JP)  
⑭ 公開特許公報 (A)

⑮ 特許出願公開  
昭59-102492

⑯ Int. Cl.<sup>3</sup>  
C 02 F 1/04  
5/02

識別記号  
庁内整理番号  
A 2126-4D  
7917-4D

⑰ 公開 昭和59年(1984)6月13日

発明の数 1  
審査請求 未請求

(全 5 頁)

⑱ 蒸発型海水淡水化装置のスケール防止法

⑲ 特 願 昭57-212778  
⑳ 出 願 昭57(1982)12月6日  
㉑ 発 明 者 浜田忠嗣  
広島市西区観音新町四丁目6番  
22号三菱重工業株式会社広島研  
究所内

㉒ 発 明 者 竹内善幸  
広島市西区観音新町四丁目6番  
22号三菱重工業株式会社広島研  
究所内  
㉓ 出 願 人 三菱重工業株式会社  
東京都千代田区丸の内2丁目5  
番1号  
㉔ 復 代 理 人 弁理士 内田明 外1名

明 細 書

1. 発明の名称 蒸発型海水淡水化装置のスケール防止法

2. 特許請求の範囲

補給海水に酸を添加してこれを脱炭酸塔に導入し、炭酸ガスを脱ガスし、次に該脱ガス後、該補給海水にアルカリ金属塩を添加し、これを固液分離装置に導入し、該補給海水中に含有するカルシウムを沈澱分離除去した後、該補給海水を蒸発型海水淡水化装置に供給することを特徴とする蒸発型海水淡水化装置のスケール析出防止法。

3. 発明の詳細な説明

本発明は蒸発型海水淡水化装置のスケール防止法に関し、特に造水効率を上げるべくブラインの温度を高めても伝熱管内のハードスケールの析出を効果的に防止することのできる方法に関する。

海水を加熱、蒸発すれば、スケールが伝熱面、装置内面あるいは配管内に析出し、析出する場

所によつて伝熱抵抗の増加などの支障が著しく、安定した装置の運転に支障が生じる。従つて、スケール防止の対策は蒸発型海水淡水化装置には不可欠である。

海水を原料とする場合、条件によりソフトスケールとハードスケールの析出が生ずる。

ソフトスケールの析出防止には、海水に炭酸を加えて  $\text{CaCO}_3$  スケールの原因となる  $\text{HCO}_3^-$ 、 $\text{CO}_3^{2-}$ 、 $\text{CO}_2$  を脱ガス装置で除去し、かつ  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  スケールの生成を防止するためにブラインの pH を 7.5 ~ 7.8 にコントロールする pH コントロール法があるが、これらの方法によつては海水中に溶解するカルシウムは減少せず、 $\text{CaSO}_4$ 、 $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$  および  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  等のハードスケールの析出防止には無力である。

そこでハードスケールの析出防止には、ブラインの濃度、温度を制御して海水中に溶解するハードスケール成分の飽和溶解度以下に保つ(例えば、ブラインの濃度を 2 とした時(ブライン 2 容を 1 容に濃縮した時)、その濃度加

1146859-102492(3)

ブラインヒータ1で加熱されたブラインは、上記の熱回収部2のフラッシュ室へ導入される。該熱回収部2のフラッシュ室はブラインの流れ方向に複数段に分かれており、各フラッシュ室では、フラッシュ室のいずれか若しくは複数室に抽気口を持つエゼクタにより、加熱されたブラインの流れ方向に順次真空度が高められており、加熱されたブラインは各フラッシュ室でその飽和温度までフラッシュ蒸発を繰り返し、温度が低下すると共に、塩分濃度は蒸発の繰り返しにより上昇する。次いで、このブラインは上記の放熱部3のフラッシュ室に入る。該放熱部3のフラッシュ室も上記の熱回収部2のフラッシュ室と同様ブラインの流れ方向に複数段に分れ、エゼクタにより順次真空度が高められており、上記のブラインは該放熱部3の各フラッシュ室においてフラッシュ蒸発を繰り返し、更に温度が低がり、塩分濃度が上昇して最終段のフラッシュ室に達する。

低塩となり、塩分濃度の上昇したブラインは、

上記したように補給海水と混合されて、ライン105へ取出され、再度上記の操作に循環使用され、一部はライン13から系外へ抽出され、一定の濃縮度に保たれる。

一方、熱回収部2の各フラッシュ室で蒸発したブラインのフラッシュ蒸気は、上記のライン105から送られてくる補給海水とブラインとの混合物により冷却され、凝縮し、また放熱部3の各フラッシュ室で蒸発したブラインのフラッシュ蒸気は、上記したライン101から送られてくる補給海水により冷却され、凝縮する。この凝縮水、すなわち炭水は、各フラッシュ室を順次流れて、ライン14から採取される。

以上の本発明方法による操作態様において、ライン102から硫酸を添加する理由、およびライン104からアルカリ金属塩を添加する理由について説明する。

先ず、ブラインヒータ1でソフト、ハード両スケールが発生しない許容水質は、次の通りである。

例えば、ブラインの加熱温度が140℃で、濃縮度が2(CI 規準)の場合、 $\text{CaSO}_4 \cdot \frac{1}{2} \text{H}_2\text{O}$ が析出しない $\text{Ca}$  濃度は、次式で示される。

$$p\text{Ca} = p\text{CaSO}_4 - p\text{CaO}_4 \quad (1)$$

ここで、 $p\text{CaO}_4 = 1.258$  ( $\text{CaO}_4 = 2.65 \times 2K_f/T$ )

$$p\text{CaSO}_4 = 3.26$$

であるから、(1)式より、

$$p\text{Ca} = 2.002$$

となり、カルシウム濃度  $\text{Ca} = 10^{-2.002} \text{ mol/L}$

$$= 0.398 \text{ g/L}$$

$$= 398 \text{ ppm}$$

が求められる。

140℃、 $\text{Ca} = 398 \text{ ppm}$ で、 $\text{CaCO}_3$ が析出しないアルカリ度(Alk)は、次式で示される。

$$p\text{CaCO}_3 = \text{pH} - p\text{Ca} - p\text{Alk} \quad (2)$$

ここで、 $p\text{CaCO}_3 = 2.2$

$$p\text{Ca} = 2.002$$

$$\text{pH} = 7.0 \text{ (at } 25^\circ\text{C)} \text{ (腐食防止の点から設定)}$$

であるから、(2)式より、

$$p\text{Alk} = 2.798$$

となり、アルカリ度  $\text{Alk} = 79.6 \text{ ppm as CaCO}_3$ が求められる。

上記のカルシウム濃度  $\text{Ca}$  とアルカリ度  $\text{Alk}$  を満足させるのに必要な  $\text{CO}_2$  分圧  $p\text{CO}_2$  は、次式で示される。

$$p\text{CO}_2 = \text{Alk} = \frac{C_H}{K_1 H_0 \left(1 + \frac{2K_2}{C_H}\right)} \quad (3)$$

ここで、 $K_1 = 1.55 \times 10^{-6} (-)$  (炭酸の見かけの第1平衡定数)

$K_2 = 5.5 \times 10^{-9} (-)$  (炭酸の見かけの第2平衡定数)

$H_0 = 0.75 \times 10^{-3} \text{ (Kmol/T.atm)}$   
( $\text{CO}_2$  ガスの水に対する飽和)

ppm as  $\text{CaCO}_3$  であり、該循環ブラインとライン  
16 からの脱アルカリ、脱カルシウムされた補  
給海水との混合液（すなわちブラインヒータ  
へ供給される液）はカルシウム分 398 ppm、  
アルカリ度 79.6 ppm as  $\text{CaCO}_3$  のスケール析出  
のない良好な水質となっていた。

#### 4. 図面の簡単な説明

第 1 図は本発明方法の一実施態様例を示すフローシートである。

度 2 の場合で説明したが、本発明方法は、これらに限定されるものではなく、本発明方法の思想を逸脱しない範囲で適用できるものであることはいふまでもない。

### 實施例

第1図に示すフローに於て、表1に示す条件で実施した。結果も、表1中に合わせて示す。

表 1

	濃度 ppm as CaCO <sub>3</sub>		薬剤添加濃度 ppm	
	原 水	処 理 後	Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Ca 濃 度	1000	590	448	—
アルカリ度	100	46	—	52.9*

・ 100%  $H_2SO_4$  として

なお、固液分離装置 6 では  $410 \text{ ppm as CaCO}_3$  ( $= 164 \text{ ppm}$ ) のカルシウムがリン酸カルシウムとして分解除去され、また放熱部 3 からライン 105へ抜出される濃縮された循環ブラインはカルシウム分  $477 \text{ ppm}$ 、アルカリ度  $95.5$

復代理人	内田 明
復代理人	萩原 亮一

第 1 図

